

(12) DEMANDE INTERNATIONALE PUBLIÉE EN VERTU DU TRAITÉ DE COOPÉRATION
EN MATIÈRE DE BREVETS (PCT)

(19) Organisation Mondiale de la Propriété
Intellectuelle
Bureau international



(43) Date de la publication internationale
3 janvier 2002 (03.01.2002)

PCT

(10) Numéro de publication internationale
WO 02/00634 A1

(51) Classification internationale des brevets⁷ :
C07D 301/12

(21) Numéro de la demande internationale :
PCT/EP01/07269

(22) Date de dépôt international : 26 juin 2001 (26.06.2001)

(25) Langue de dépôt : français

(26) Langue de publication : français

(30) Données relatives à la priorité :
00/08353 28 juin 2000 (28.06.2000) FR

(71) Déposant (pour tous les États désignés sauf US) :
SOLVAY (Société Anonyme) [BE/BE]; 33, rue du Prince
Albert, B-1050 Bruxelles (BE).

(72) Inventeur; et

(75) Inventeur/Déposant (pour US seulement) :
BALTHASART, Dominique [BE/BE]; 150, rue du
Château Beyaerd, B-1120 Bruxelles (BE).

(74) Mandataires : VANDE GUCHT, Anne etc.; Solvay (So-
ciété Anonyme), Département de la Propriété Intellectuelle,
310, rue de Ransbeek, B-1120 Brussels (BE).

(81) États désignés (national) : AE, AG, AL, AM, AT, AU, AZ,
BA, BB, BG, BR, BY, BZ, CA, CH, CN, CO, CR, CU, CZ,
DE, DK, DM, DZ, EC, EE, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM,
HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE, KG, KP, KR, KZ, LC, LK,
LR, LS, LT, LU, LV, MA, MD, MG, MK, MN, MW, MX,
MZ, NO, NZ, PL, PT, RO, RU, SD, SE, SG, SI, SK, SL,
TJ, TM, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VN, YU, ZA, ZW.

(84) États désignés (régional) : brevet ARIPO (GH, GM, KE,
LS, MW, MZ, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZW), brevet eurasi-
en (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), brevet européen
(AT, BE, CH, CY, DE, DK, ES, FI, FR, GB, GR, IE, IT, LU,
MC, NL, PT, SE, TR), brevet OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI,
CM, GA, GN, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

Déclarations en vertu de la règle 4.17 :

— relative au droit du déposant de demander et d'obtenir un
brevet (règle 4.17.ii) pour les désignations suivantes AE,
AG, AL, AM, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BR, BY, BZ, CA,
CH, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DZ, EC, EE, ES,
FI, GB, GD, GE, GH, GM, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KE,
KG, KP, KR, KZ, LC, LK, LR, LS, LT, LU, LV, MA, MD, MG,
MK, MN, MW, MX, MZ, NO, NZ, PL, PT, RO, RU, SD, SE,
SG, SI, SK, SL, TJ, TM, TR, TT, TZ, UA, UG, UZ, VN, YU,
ZA, ZW, brevet ARIPO (GH, GM, KE, LS, MW, MZ, SD,
SL, SZ, TZ, UG, ZW), brevet eurasi- en (AM, AZ, BY, KG,
KZ, MD, RU, TJ, TM), brevet européen (AT, BE, CH, CY,
DE, DK, ES, FI, FR, GB, GR, IE, IT, LU, MC, NL, PT, SE,
TR), brevet OAPI (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GW,
ML, MR, NE, SN, TD, TG)

— relative au droit du déposant de revendiquer la priorité de
la demande antérieure (règle 4.17.iii) pour la désignation
suivante US

— relative à la qualité d'inventeur (règle 4.17.iv) pour US
seulement

Publiée :

— avec rapport de recherche internationale

— avant l'expiration du délai prévu pour la modification des
revendications, sera republiée si des modifications sont
reçues

En ce qui concerne les codes à deux lettres et autres abrégia-
tions, se référer aux "Notes explicatives relatives aux codes et
abréviations" figurant au début de chaque numéro ordinaire de
la Gazette du PCT.

WO 02/00634 A1

(54) Title: METHOD FOR CONTINUOUS OXIRANE PRODUCTION

(54) Titre : PROCEDE CONTINU DE FABRICATION D'OXIRANNE

(57) Abstract: The invention concerns a method for continuous production of oxirane by reacting an olefin with a peroxidized compound in the presence of a catalyst, a solvent and water in an installation comprising at least a reactor containing the catalyst and at least two distillation columns, said method consisting in recycling the solvent if the reactor without prior water purification nor elimination.

(57) Abrégé : Procédé continu de fabrication d'oxiranne par réaction d'une oléfine avec un composé peroxydé en présence d'un catalyseur, d'un solvant et de l'eau dans une installation comprenant au moins un réacteur contenant le catalyseur et au moins deux colonnes à distiller, selon lequel on recycle le solvant dans le réacteur sans purification préalable ni élimination d'eau.

PROCEDE CONTINU DE FABRICATION D'OXIRANNE

La présente invention concerne un procédé de fabrication d'oxiranne par réaction entre une oléfine et un composé peroxydé en présence d'un catalyseur et d'un solvant. En particulier, elle concerne la fabrication d'oxyde de propylène par
5 époxydation de propylène au moyen de peroxyde d'hydrogène en présence d'un catalyseur contenant du TS-1.

Il est connu de fabriquer de l'oxyde de propylène par réaction entre le propylène et un composé peroxydé en présence de TS-1. Par exemple, dans le brevet US 5,849,937 un tel procédé est réalisé dans plusieurs réacteurs disposés
10 en série. Dans ce procédé connu, le milieu sortant du dernier réacteur peut être fractionné ou traité d'une autre manière pour récupérer l'époxyde. L'oléfine non convertie peut être recyclée.

Toutefois, dans ce procédé, le milieu sortant du dernier réacteur contient, outre l'oléfine non convertie, le solvant et éventuellement de l'eau. Ce procédé
15 présente comme inconvénient qu'il est peu économique car il n'est pas envisagé de récupérer le solvant.

La présente invention vise à remédier à cet inconvénient en fournissant un nouveau procédé qui permet de manière simple de récupérer le solvant, d'éliminer l'eau et de minimaliser la consommation de vapeur et/ou d'énergie.

20 A cet effet, l'invention concerne un procédé continu de fabrication d'oxiranne par réaction d'une oléfine avec un composé peroxydé en présence d'un catalyseur, d'un solvant et de l'eau dans une installation comprenant au moins un réacteur contenant le catalyseur et au moins deux colonnes à distiller, selon lequel :

- 25 - on introduit dans le réacteur l'oléfine, le solvant, le composé peroxydé et l'eau,
- on y effectue une époxydation de l'oléfine pour former l'oxiranne,
- on soutire du réacteur un milieu comprenant l'oxiranne formé, l'oléfine non convertie, le solvant, le composé peroxydé non consommé, l'eau et
30 éventuellement des sous-produits,
- on introduit le milieu dans une colonne à distiller (A),

- 2 -

- on recueille en tête de la colonne (A) un mélange contenant la majeure partie de l'oxiranne formé et de l'oléfine non convertie, du solvant, de l'eau et éventuellement des sous-produits,
- on introduit le mélange dans un condenseur pour éliminer une partie de l'oléfine non convertie,
- on recueille le mélange appauvri en oléfine non convertie sous forme liquide,
- on introduit le mélange liquide dans une deuxième colonne à distiller (B),
- on recueille en pied de la colonne (B) un mélange de solvant et d'eau que l'on recycle dans le réacteur, et
- on recueille en tête de la colonne (B) un milieu à base d'oxiranne.

Une des caractéristiques essentielles de la présente invention réside dans la possibilité de recycler directement dans le réacteur sans traitement de purification et/ou d'élimination de l'eau, le milieu recueilli en pied de la colonne (B). Ceci permet de récupérer le solvant de manière simple sans traitement de purification, tout en gardant une bonne productivité.

La distillation dans la colonne (A) a pour fonction d'éliminer le plus vite possible l'oxiranne dès sa formation dans le milieu réactionnel pour éviter qu'il entre en contact avec les autres constituants du milieu réactionnel et pour éviter que des sous-produits soient ainsi formés. La demanderesse a en effet constaté que, lorsque l'on fabrique de l'oxyde de propylène au moyen d'une solution aqueuse de peroxyde d'hydrogène à titre de composé peroxydé et du méthanol à titre de solvant, des sous-produits sont formés par réaction entre l'oxyde de propylène et l'eau ou le méthanol, et notamment le propylène glycol et des méthoxypropanols de formule $\text{CH}_3\text{-CHOH-CH}_2\text{-OCH}_3$ et $\text{CH}_3\text{-CH(OCH}_3\text{)-CH}_2\text{OH}$. Lorsque l'épichlorhydrine est fabriquée, des sous-produits sont formés par réaction entre l'épichlorhydrine et l'eau ou le méthanol, et notamment le 1-chloropropanediol et des chlorométhoxypropanols de formule $\text{ClCH}_2\text{-CHOH-CH}_2\text{-OCH}_3$ et $\text{Cl-CH}_2\text{-CH(OCH}_3\text{)-CH}_2\text{OH}$. La formation de sous-produits réduit la sélectivité du procédé et dès lors son rendement.

La séparation dans la colonne (A) est effectuée dans une colonne à distiller séparée et distincte du réacteur d'époxydation. Puisque le catalyseur ne quitte pas le réacteur d'époxydation, la distillation est donc effectuée en l'absence du catalyseur d'époxydation afin d'éviter le contact entre l'oxiranne formé et le catalyseur d'époxydation car celui-ci favorise la formation des sous-produits.

Le mélange recueilli en tête de la colonne (A) contient généralement :

- de l'oxiranne en une concentration de 30 à 90 % en poids, le plus souvent de 45 à 75 % en poids;
- de l'oléfine non convertie en une concentration de 2 à 20 % en poids, le plus souvent de 5 à 15 % en poids;
- du solvant en une concentration de 5 à 40 % en poids, le plus souvent de 10 à 25 % en poids;
- de l'eau en une concentration de moins de 5 % en poids, le plus souvent de moins de 2 % en poids.

Le mélange recueilli en pied de la colonne (A) contient généralement :

- du solvant en une concentration de 25 à 99 % en poids, en particulier de 50 à 95 % en poids;
- de l'oléfine non convertie en une concentration de moins de 1 % en poids, en particulier de moins de 0,1 % en poids;
- du composé peroxydé non consommé en une concentration de 0,1 à 10 % en poids, en particulier de 0,2 à 6 % en poids;
- de l'eau en une concentration de 5 à 60 % en poids, en particulier de 20 à 50 % en poids;
- des sous-produits en une concentration de 0,1 à 10 % en poids, en particulier de 0,2 à 6 % en poids.

Le condenseur disposé en aval de la colonne (A) a pour fonction d'éliminer une partie de l'oléfine non convertie présente dans le milieu entrant dans le condenseur, et de récupérer un mélange appauvri en oléfine non convertie sous forme liquide. Le mélange liquide sortant du condenseur ne contient généralement pas plus que 2 % en poids d'oléfine non convertie, en particulier pas plus que 0,5 % en poids.

La distillation dans la colonne (B) a pour fonction de séparer le solvant et l'eau du milieu entrant la colonne (B). Après séparation, le milieu contenant l'oxiranne, que l'on recueille en tête de la colonne (B), ne contient généralement pas plus que 10 % en poids de solvant, en particulier pas plus que 5 % en poids. Il ne contient habituellement pas plus que 0,5 % en poids d'eau, en particulier pas plus que 0,1 % en poids.

Le mélange de solvant et d'eau recueilli en pied de la colonne (B) contient généralement :

- de 25 à 99 % en poids de solvant, en particulier de 50 à 95 % en poids; et
- de 0 à 20 % en poids d'eau, en particulier de 0 à 10 % en poids.

Les conditions dans lesquelles sont réalisées chaque distillation (dans les colonnes (A) et (B)) dépendent de la nature de l'oxiranne (et notamment de sa température d'ébullition), de sa concentration dans le milieu introduit dans la colonne à distiller, de la nature des autres constituants du milieu, de leur

5 température d'ébullition et du rendement souhaité de la distillation.

Chaque distillation est généralement réalisée à une température supérieure ou égale à 10°C, de préférence supérieure ou égale à 40°C, les valeurs supérieures ou égales à 50°C étant recommandées. La température est habituellement inférieure ou égale à 125°C, le plus souvent inférieure ou égale à

10 110°C, les valeurs inférieures ou égales à 100°C étant préférées.

Chaque distillation est couramment effectuée à une pression supérieure ou égale à 0,2 bar, de préférence supérieure ou égale à 0,5 bar, les valeurs supérieures ou égales à 1 bar étant les plus courantes. La pression est en général inférieure ou égale à 5 bar, en particulier inférieure ou égale à 3 bar, les valeurs

15 inférieures ou égales à 2 bar étant tout particulièrement recommandées. Dans la présente description, toute référence à la pression de la distillation correspond à la pression absolue mesurée en tête de la colonne de distillation.

Chaque colonne de distillation utilisable dans le procédé selon l'invention est connue en elle-même. On peut utiliser, par exemple, une colonne à plateaux conventionnels ou une colonne à plateaux de type "dual-flow" ou encore une

20 colonne à empilage en vrac ou structuré.

Chaque distillation permet de séparer la majeure partie de l'oxiranne formé du milieu réactionnel d'époxydation. Cette majeure partie est en général supérieure ou égale à 80 % de la quantité d'oxiranne formé dans le premier

25 réacteur. Elle est le plus souvent supérieure ou égale à 90 %. Habituellement, elle est inférieure ou égale à 99,9 %. En particulier inférieure ou égale à 99 %.

Le nombre de plateaux théoriques dans chaque colonne à distiller est généralement supérieur ou égal à 20, plus spécialement supérieur ou égal à 40. Un nombre inférieur ou égal à 80 donne de bons résultats. Un nombre inférieur

30 ou égal à 60 est recommandé.

Le taux de reflux molaire (qui correspond au débit molaire de liquide renvoyé en tête de colonne ramené à l'ensemble du distillat - vapeur plus liquide - prélevé en tête de colonne) dans chaque colonne à distiller est habituellement supérieur ou égal à 0,5, de préférence supérieur ou égal à 0,8. Ce taux est

35 couramment inférieur ou égal à 5, le plus souvent inférieur ou égal à 2,5.

- 5 -

Dans une première forme de réalisation particulière du procédé selon l'invention, on introduit le milieu recueilli en tête de la colonne (B) dans une troisième colonne à distiller (C) et on recueille en tête de la colonne (C) de l'oléfine non convertie. Celle-ci peut avantageusement être recyclée dans le réacteur.

La distillation dans la colonne (C) a pour fonction d'éliminer l'oléfine non convertie du milieu entrant dans la colonne (C) et donc de purifier le milieu contenant l'oxiranne en oléfine non convertie. Lorsque l'oléfine introduite dans le réacteur contient des impuretés, en général légères, celles-ci sont également éliminées dans la colonne (C). On peut citer à titre d'exemple des sources de propylène qui contiennent jusque 10 % en poids de propane.

La distillation dans la colonne (C) peut être effectuée dans les conditions précisées plus haut pour les colonnes (A) et (B).

Le milieu recueilli en tête de la colonne (C) contient généralement :

- de 30 à 90 % en poids d'oléfine, en particulier de 40 à 70 % en poids; et
- de 10 à 70 % en poids d'impuretés introduites avec l'oléfine dans le réacteur, en particulier de 30 à 60 % en poids.

Le milieu recueilli en pied de la colonne (C) ne contient généralement pas plus que 0,05 % en poids d'oléfine non convertie, en particulier pas plus que 0,01 % en poids. Il ne contient généralement pas plus que 0,1 % en poids d'impuretés introduites avec l'oléfine, en particulier pas plus que 0,02 % en poids.

Dans une deuxième forme de réalisation du procédé selon l'invention, on introduit le milieu recueilli en pied de la colonne (C) dans une quatrième colonne à distiller (D) et on recueille en tête de la colonne (D) l'oxiranne formé. Le milieu recueilli en pied de la colonne (D), qui contient des sous-produits, peut avantageusement être recyclé dans la colonne (B). Ce recyclage permet d'éliminer de l'oxiranne les sous-produits formés dans la colonne (C) par réaction de l'oxiranne avec le solvant (en particulier l'alcool) et l'eau ou par corrosion tout en permettant la récupération de l'oxiranne entraîné.

La distillation dans la colonne (D) a pour fonction d'éliminer les impuretés lourdes telles que les sous-produits décrits plus haut du milieu entrant dans la colonne (D), les sous-produits formés dans la colonne (D) même et les produits de corrosion, et donc de purifier le milieu contenant l'oxiranne en impuretés lourdes.

La distillation dans la colonne (D) peut être effectuée dans les conditions précisées plus haut pour les colonnes (A) et (B).

Le produit final recueilli en tête de la colonne (D) ne contient généralement pas plus que 0,1 % en poids d'impuretés lourdes, en particulier pas plus que 0,01 % en poids. Il contient généralement au moins 95 % en poids d'oxiranne, en particulier au moins 98 %, de préférence au moins 99,5 % en poids. On peut
5 atteindre une pureté de 99,9 voire 99,99 % en poids.

Dans une troisième forme de réalisation du procédé selon l'invention, le réacteur est constitué de deux réacteurs disposés en parallèle, les deux réacteurs pouvant opérer simultanément ou alternativement. Cette troisième forme de réalisation présente l'avantage de pouvoir fabriquer de l'oxiranne en continu avec
10 un rendement relativement constant bien que l'activité catalytique du catalyseur d'époxydation chute avec le temps. Cette forme de réalisation permet en effet d'arrêter un des deux réacteurs pour régénérer ou remplacer le catalyseur y présent pendant que l'autre réacteur continue de fabriquer.

Dans une quatrième forme de réalisation du procédé selon l'invention, le milieu soutiré du réacteur est d'abord soumis à une détente avant de l'introduire
15 dans la colonne (A). Cette forme convient particulièrement bien lorsque l'époxydation est réalisée sous pression ou en présence d'un composé gazeux. Ce composé gazeux peut être l'oléfine-même (par exemple le propylène) ou un gaz inerte que l'on introduit dans le milieu réactionnel d'époxydation pour permettre
20 d'entraîner l'oxiranne et de le sortir du réacteur, comme décrit dans la demande de brevet WO 99/48883 de la demanderesse.

Dans une cinquième forme de réalisation du procédé selon l'invention, le catalyseur est présent dans le réacteur sous forme de particules dont une partie au moins se trouve à l'état fluidisé, comme décrit dans la demande de brevet de la
25 demanderesse déposée le même jour que la présente demande de brevet et intitulée "Procédé de fabrication d'oxiranne en présence d'un catalyseur sous forme de particules" (dont le contenu est incorporé par référence). Cette forme de réalisation permet d'obtenir une dispersion homogène du catalyseur dans le milieu réactionnel d'époxydation, un bon échange thermique et donc un contrôle
30 aisé de la température de réaction. Dans cette forme, il est recommandé que le milieu sortant du réacteur passe à travers un filtre avant d'être introduit dans la colonne (A) ou, le cas échéant, avant d'être soumis à la détente.

Dans une sixième forme de réalisation préférée, l'installation comporte au moins deux réacteurs disposés en série, dont chacun contient une partie du
35 catalyseur, et au moins trois colonnes à distiller, et selon lequel:

- 7 -

- on introduit dans un premier réacteur une première partie de l'oléfine, le solvant et le composé peroxydé,
- on y effectue une époxydation de la première partie de l'oléfine pour former une première partie de l'oxiranne,
- 5 - on soutire de ce premier réacteur un milieu comprenant la première partie d'oxiranne formé, le solvant, l'oléfine non convertie, le composé peroxydé non consommé et éventuellement des sous-produits,
- on introduit le milieu dans une première colonne à distiller (A),
- on recueille en tête de la colonne (A) un premier mélange contenant la
- 10 majeure partie de l'oxiranne formé et de l'oléfine non convertie, du solvant de l'eau et éventuellement des sous-produits,
- on recueille en pied de la colonne (A) un premier milieu appauvri en oxiranne contenant du solvant, de l'oléfine non convertie, du composé peroxydé non consommé et éventuellement des sous-produits,
- 15 - on introduit dans un deuxième réacteur le premier milieu appauvri en oxiranne, une deuxième partie de l'oléfine et éventuellement une deuxième partie du composé peroxydé,
- on y effectue une époxydation de la deuxième partie de l'oléfine pour former une deuxième partie de l'oxiranne,
- 20 - on soutire de ce deuxième réacteur un milieu comprenant la deuxième partie d'oxiranne formé, du solvant, de l'oléfine non convertie, du composé peroxydé non consommé et éventuellement des sous-produits,
- on introduit le milieu dans une autre colonne à distiller (A'),
- on recueille en tête de la colonne (A') un deuxième mélange contenant la
- 25 majeure partie de l'oxiranne formé et de l'oléfine non convertie, du solvant, de l'eau et éventuellement des sous-produits,
- on recueille en pied de la colonne (A') un deuxième milieu appauvri en oxiranne contenant du solvant, de l'oléfine non convertie, du composé peroxydé non consommé et éventuellement des sous-produits,
- 30 - on introduit chacun des premier et deuxième mélanges contenant la majeure partie de l'oxiranne formé et l'oléfine non convertie dans un condenseur pour séparer une partie de l'oléfine non convertie,
- on soutire de chaque condenseur un mélange appauvri en oléfine non convertie sous forme liquide,
- 35 - on introduit le mélange liquide dans une deuxième colonne à distiller (B),

- 8 -

- on recueille en pied de la colonne (B) un mélange de solvant et d'eau que l'on recycle dans le premier réacteur, et
- on recueille en tête de la colonne (B) un milieu à base d'oxiranne.

Dans cette sixième forme de réalisation du procédé selon l'invention, il
5 peut être avantageux d'introduire l'entière du composé peroxydé dans le premier réacteur, comme décrit dans la demande de brevet de la demanderesse déposée le même jour que la présente demande de brevet et intitulée "Procédé de fabrication d'oxiranne au moyen d'un composé peroxydé" (dont le contenu est incorporé par référence). Le ou les réacteurs ultérieurs ne sont donc pas
10 alimentés en composé peroxydé frais mais seulement avec le composé peroxydé qui est présent dans le milieu provenant du réacteur précédent et qui n'a pas été consommé dans ce réacteur précédent. Le fait de ne pas ajouter du composé peroxydé dans le(s) réacteur(s) ultérieur(s) permet de consommer 100 % de la quantité totale de composé peroxydé mise en œuvre sans pour autant diminuer la
15 vitesse de réaction par rapport à un procédé utilisant la même quantité totale de composé peroxydé mais dans lequel chaque réacteur est alimenté en composé peroxydé frais.

Dans cette sixième forme de réalisation du procédé selon l'invention, il peut être avantageux de recycler une fraction du milieu produit en pied de l'une
20 des colonnes (A) et (A') vers le réacteur directement en amont. Ceci permet de maintenir constante la vitesse de circulation du milieu réactionnel dans le réacteur et de ne pas perturber l'écoulement. Cette pratique est particulièrement avantageuse lorsque le catalyseur est mis en œuvre à l'état fluidisé.

Dans cette sixième forme de réalisation, l'installation peut évidemment
25 comprendre plus de deux réacteurs connectés en série. L'installation comporte de préférence trois réacteurs disposés en série. Dans ce cas:

- on introduit, dans un troisième réacteur, une troisième partie de l'oléfine, le deuxième milieu recueilli en pied de la colonne (A'), et éventuellement une troisième partie du composé peroxydé,
- 30 - on y effectue une époxydation de la troisième partie d'oléfine pour former une troisième partie de l'oxiranne,
- on soutire de ce troisième réacteur un milieu comprenant la troisième partie d'oxiranne, le solvant, l'oléfine non convertie, éventuellement le composé peroxydé non consommé et éventuellement des sous-produits,
- 35 - on introduit ce milieu dans encore une autre colonne à distiller (A''),

- 9 -

- on recueille en tête de la colonne (A") un milieu que l'on recycle, après condensation, dans le premier réacteur,
- on recueille en pied de la colonne (A") un effluent aqueux.

5 Les distillations dans les colonnes (A') et (A") ont la même fonction que celle dans la colonne (A) et peuvent être effectuées comme dans la colonne (A).

Dans cette sixième forme de réalisation, chaque réacteur est alimenté en oléfine. Le composé peroxydé et le solvant sont introduits dans le premier réacteur. Du composé peroxydé frais peut également être introduit dans un ou plusieurs des réacteurs ultérieurs. Chaque réacteur contient une partie du
10 catalyseur qui ne quitte pas ce réacteur. Lorsque le catalyseur est présent sous la forme d'un lit fixe, il n'est en général pas nécessaire de prendre des précautions pour maintenir le catalyseur dans le réacteur. Par contre, lorsque le catalyseur est présent sous la forme de particules dont une partie au moins est à l'état fluidisé, il est recommandé de prévoir une zone de dégagement surmontant le lit fluide pour
15 arrêter les particules de catalyseur qui sont en mouvement et/ou de prévoir un filtre à la sortie du réacteur.

Dans cette sixième forme de réalisation, on utilise de préférence des réacteurs de dimension identique. Ceci permet de permuter la fonction des réacteurs lorsque le catalyseur désactivé d'un réacteur est remplacé par du
20 catalyseur frais ou régénéré sans perturber le fonctionnement de l'installation (fonctionnement dit "en carrousel").

Les formes de réalisation décrites ci-avant peuvent être combinées entre elles.

Une forme de réalisation qui convient bien est schématisée dans la figure
25 1. Dans cette forme, le réacteur 1 contient le catalyseur, de préférence en lit fluide 2. Le réacteur 1 est alimenté en oléfine par le conduit 3 et ensuite par le conduit 4, en composé peroxydé par le conduit 5 en ensuite par le conduit 4, et en solvant par le conduit 4 provenant d'une autre partie de l'installation qui est décrite plus loin. Dans le réacteur, l'oléfine réagit avec le composé peroxydé en
30 présence du catalyseur pour former l'oxiranne. Le milieu sortant du réacteur 1 via le conduit 6 contient le solvant, l'oxiranne, le composé peroxydé non consommé, l'oléfine non convertie et éventuellement des sous-produits. Ce milieu passe à travers un filtre 7, et est envoyé via le conduit 8 dans le récipient 9 où il est soumis à une détente. Le milieu est ensuite transporté via le conduit 10 dans une
35 colonne à distiller (A). En pied de la colonne à distiller (A), on recueille un milieu contenant du solvant, du composé peroxydé non consommé et

éventuellement des sous-produits. Ce milieu, dont une partie peut être recyclée dans le réacteur via les conduits 11 et 4, est purgé pour évacuer un effluent aqueux qui contient les impuretés. En tête de la colonne (A), on récupère un mélange d'oxiranne et d'oléfine non convertie. Ce mélange est envoyé via le conduit 12 dans un condenseur 13 qui sépare l'oxiranne de l'oléfine non convertie. L'oléfine non convertie est recyclée dans le réacteur 1 via les conduits 14, 3 et 4. Une purge 21 permet d'évacuer les impuretés gazeuses. Le mélange liquide appauvri en oléfine et recueilli du condenseur est envoyé via le conduit 15 dans une colonne à distiller (B). Le mélange de solvant et d'eau recueilli en pied de la colonne (B) est recyclé via le conduit 4 dans le réacteur 1. Le milieu recueilli en tête de la colonne (B), qui contient l'oxiranne et qui est purifié en solvant et eau, est envoyé via le conduit 16 dans une colonne à distiller (C). En tête de la colonne (C) on recueille l'oléfine non convertie que l'on recycle via les conduits 17, 14, 3 et 4 dans le réacteur 1. Le milieu recueilli en pied de la colonne (C), qui contient l'oxiranne et qui est purifié en solvant, eau et oléfine non convertie, est envoyé via le conduit 18 dans une colonne à distiller (D). En pied de la colonne (D), on recueille les impuretés lourdes que l'on recycle via le conduit 19 dans la colonne (B). En tête de la colonne (D) on recueille via le conduit 20 l'oxiranne purifié en solvant, eau, oléfine non convertie, impuretés légères et lourdes.

Une forme de réalisation particulièrement préférée est schématisée dans la figure 2. On y utilise trois réacteurs disposés en série. Dans cette forme, les réacteurs 1, 2 et 3 contiennent chacun une partie du catalyseur, de préférence en lit fluide 4, 5 et 6. Le réacteur 1 est alimenté en une première partie de l'oléfine par le conduit 7 et ensuite par le conduit 8, en composé peroxydé par le conduit 9 et ensuite par le conduit 8, et en solvant par le conduit 8 provenant d'une autre partie de l'installation qui est décrite plus loin. Dans le réacteur 1, la première partie de l'oléfine réagit avec le composé peroxydé en présence du catalyseur pour former une première partie de l'oxiranne. Le milieu sortant du réacteur 1 via le conduit 10 contient le solvant, la première partie de l'oxiranne, le composé peroxydé non consommé, l'oléfine non convertie et éventuellement des sous-produits. Ce milieu passe à travers un filtre 11, et est envoyé via le conduit 12 dans le récipient 13 où il est soumis à une détente. Le milieu est ensuite transporté via le conduit 14 dans une colonne à distiller (A). En pied de la colonne à distiller (A), on recueille un milieu contenant du solvant, du composé peroxydé non consommé et éventuellement une partie de l'oléfine non convertie.

Ce milieu est transporté via le conduit 15 dans le deuxième réacteur 2. Le réacteur 2 est alimenté en une deuxième partie de l'oléfine via le conduit 16. Dans le réacteur 2, la deuxième partie de l'oléfine réagit avec le composé peroxydé non consommé provenant du premier réacteur en présence du catalyseur 5 pour former une deuxième partie de l'oxiranne. Le milieu sortant du réacteur 2 via le conduit 17 contient alors du solvant, la deuxième partie de l'oxiranne, de l'oléfine non convertie et du composé peroxydé non consommé dans le réacteur 2. Ce milieu passe à travers un filtre 18, et est envoyé via le conduit 19 dans le récipient 20 où il est soumis à une détente. Le milieu est ensuite transporté via le conduit 21 dans une colonne à distiller (A'). En tête de chaque colonne (A) et (A'), on récupère deux mélanges d'oxiranne et d'oléfine non convertie. Ces mélanges sont envoyés respectivement via les conduits 22 et 23 dans des condenseurs 24 et 25 qui séparent l'oxiranne de l'oléfine non convertie. L'oléfine non convertie est recyclée dans le réacteur 1 via les conduits 26, 7 et 8 pour celle provenant de la colonne (A) et via les conduits 27, 26, 7 et 8 pour celle provenant de la colonne (A'). Une purge 43 permet d'évacuer les impuretés gazeuses. Les mélanges liquides appauvris en oléfine et recueillis des condenseurs sont envoyés via les conduits 28 et 29 dans une colonne à distiller (B). Le mélange de solvant et d'eau recueilli en pied de la colonne (B) est recyclé via les conduits 30, 7 et 8 dans le réacteur 1. Le milieu recueilli en tête de la colonne (B), qui contient l'oxiranne et qui est purifié en solvant et eau, est envoyé via le conduit 31 dans une colonne à distiller (C). En tête de la colonne (C) on recueille l'oléfine non convertie que l'on recycle via les conduits 32, 26, 7 et 8 dans le réacteur 1. Le milieu recueilli en pied de la colonne (C), qui contient l'oxiranne et qui est purifié en solvant, eau et oléfine non convertie, est envoyé via le conduit 33 dans une colonne à distiller (D). En pied de la colonne (D), on recueille les impuretés lourdes que l'on recycle via le conduit 34 dans la colonne (B). En tête de la colonne (D) on recueille via le conduit 44 l'oxiranne purifié en solvant, eau, oléfine non convertie, impuretés légères et lourdes. En pied de la colonne (A'), on recueille un milieu contenant du solvant, du composé peroxydé non consommé dans le réacteur 2 et éventuellement une partie de l'oléfine non convertie. Ce milieu est transporté via le conduit 35 dans le troisième réacteur 3. Le réacteur 3 est alimenté en une troisième partie de l'oléfine via le conduit 36. Dans le réacteur 3, la troisième partie de l'oléfine réagit avec le composé peroxydé non consommé provenant du deuxième réacteur en présence du catalyseur 6 pour former une troisième partie de l'oxiranne. Les conditions dans

le réacteur 3 sont telles que la totalité du composé peroxydé non encore consommé dans le deuxième réacteur soit consommée dans le réacteur 3. Le milieu sortant du réacteur 3 via le conduit 37 contient alors du solvant, la troisième partie de l'oxiranne, de l'oléfine non convertie et éventuellement des sous-produits. Ce milieu passe à travers un filtre 38, et est envoyé via le conduit 39 dans une colonne à distiller (A"). En pied de la colonne (A") on recueille via le conduit 40 un effluent aqueux. Le milieu recueilli en tête de la colonne (A") est envoyée via le conduit 41 dans un condenseur 42 et est ensuite recyclé via le conduit 8 dans le premier réacteur 1.

10 Le catalyseur utilisé dans le procédé selon l'invention contient généralement une zéolite comme élément actif, et de manière préférée, une zéolite au titane. Par zéolite au titane, on entend désigner un solide contenant de la silice qui présente une structure cristalline microporeuse de type zéolite et dans laquelle plusieurs atomes de silicium sont remplacés par des atomes de
15 titane. La zéolite au titane présente avantageusement une structure cristalline de type ZSM-5, ZSM-11, ZSM-12, MCM-41, ZSM-48. Elle peut aussi présenter une structure cristalline de type zéolite bêta, de préférence exempte d'aluminium. Les zéolites présentant une bande d'absorption infrarouge à environ 950-960 cm⁻¹ conviennent bien. Les zéolites au titane de type silicalite sont préférées. Celles
20 répondant à la formule $x\text{TiO}_2(1-x)\text{SiO}_2$ dans laquelle x est de 0,0001 à 0,5 de préférence de 0,001 à 0,05, sont performantes. Des matériaux de ce type, connus sous le nom de TS-1, présentent une structure zéolitique cristalline microporeuse analogue à celle de la zéolite ZSM-5.

Le catalyseur utilisé dans le procédé selon l'invention se présente
25 avantageusement sous la forme de particules obtenues par extrusion comme décrit dans la demande de brevet WO 99/28029 de la demanderesse, ou par un procédé en spray comme décrit dans la demande de brevet WO 99/24164 de la demanderesse. Le contenu de ces deux demandes de brevet est incorporé par référence dans celle-ci.

30 Le solvant mis en œuvre dans le procédé selon l'invention peut être choisi parmi les alcools aliphatiques saturés, linéaires ou branchés. Le solvant alcoolique contient généralement jusqu'à 10 atomes de carbone, de préférence de 1 à 6 atomes de carbone. On peut citer à titre d'exemples le méthanol et l'éthanol. Le méthanol est préféré.

35 La quantité de solvant mise en œuvre dans le premier réacteur est généralement d'au moins 25 % en poids du milieu réactionnel liquide présent

dans le premier réacteur, en particulier d'au moins 40 % en poids, par exemple d'au moins 50 % en poids. Cette quantité ne dépasse habituellement pas 99 % en poids, en particulier pas 95 % en poids.

5 Le rapport molaire entre les quantités d'oléfine et de composé peroxydé engagées dans le procédé selon l'invention est généralement d'au moins 0,1, en particulier d'au moins 0,2, et de préférence d'au moins 0,5. Ce rapport molaire est le plus souvent d'au plus 100, en particulier d'au plus 50 et de préférence d'au plus 25.

10 Dans le procédé selon l'invention, le composé peroxydé est généralement mis en œuvre dans le premier réacteur en une quantité d'au moins 0,005 mole par heure et par gramme de catalyseur présent dans le premier réacteur, en particulier, d'au moins 0,01 mole. La quantité de composé peroxydé est habituellement inférieure ou égale à 25 moles et, en particulier, inférieure ou égale à 10 moles. Une préférence est montrée pour une quantité de composé
15 peroxydé supérieure ou égale à 0,03 mole et inférieure ou égale à 2,5 mole.

Dans le procédé selon l'invention le composé peroxydé est avantageusement mis en œuvre sous forme d'une solution aqueuse. En général, la solution aqueuse contient au moins 2 % en poids de composé peroxydé, en particulier au moins 5 % en poids. Elle contient le plus souvent au maximum 90 % en poids
20 de composé peroxydé, en particulier 70 % en poids. Une concentration de 30 à 40 % en poids, par exemple d'environ 36 % en poids, convient particulièrement bien.

La température de la réaction entre l'oléfine et le composé peroxydé peut varier de 10 à 125 °C. Dans une variante avantageuse telle que décrite dans la
25 demande de brevet EP99/08703 de la demanderesse, elle est supérieure à 35 °C pour remédier à la désactivation progressive du catalyseur. La température peut être supérieure ou égale à 40 °C et de préférence supérieure ou égale à 45 °C. Une température supérieure ou égale à 50 °C est tout particulièrement préférée. La température de réaction est de préférence inférieure à 100 °C.

30 Dans le procédé selon l'invention, la réaction entre l'oléfine et le composé peroxydé peut avoir lieu à pression atmosphérique. Elle peut également se dérouler sous pression. Généralement, cette pression n'excède pas 40 bar. Une pression de 20 bar convient bien en pratique.

35 Les composés peroxydés qui peuvent être utilisés dans le procédé selon l'invention sont les composés peroxydés contenant une ou plusieurs fonctions peroxyde (-OOH) qui peuvent libérer de l'oxygène actif et capables d'effectuer

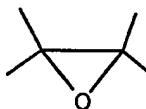
une époxydation. Le peroxyde d'hydrogène et les composés peroxydés qui peuvent produire du peroxyde d'hydrogène dans les conditions de la réaction d'époxydation conviennent bien. Le peroxyde d'hydrogène est préféré.

Lorsqu'on utilise du peroxyde d'hydrogène, il peut être intéressant de
5 mettre en œuvre dans le procédé selon l'invention une solution aqueuse de peroxyde d'hydrogène à l'état brut, c'est-à-dire non épurée. Par exemple, on peut mettre en œuvre une solution obtenue par simple extraction avec de l'eau substantiellement pure du mélange issu de l'oxydation d'au moins une
10 alkylanthrahydroquinone (procédé appelé "procédé AO auto-oxydation") sans traitement ultérieur de lavage et/ou de purification. Ces solutions brutes de peroxyde d'hydrogène contiennent généralement de 0,001 à 10 g/l d'impuretés organiques exprimées en COT (Carbone Organique Total). Elles contiennent habituellement des cations métalliques (tels que des métaux alcalins ou alcalino-terreux, comme le sodium) et des anions (tels que les phosphates, nitrates) en des
15 teneurs de 0,01 à 10 g/l.

Dans une autre variante du procédé, on peut mettre en œuvre une solution de peroxyde d'hydrogène produite par synthèse directe à partir d'oxygène et d'hydrogène en présence de méthanol.

Lorsqu'on utilise du peroxyde d'hydrogène, une faible décomposition de
20 celui-ci en eau et en oxygène peut être rencontrée au cours du procédé. Cet oxygène se retrouve dans l'oléfine non convertie. Afin d'éviter tout risque d'explosion, il est recommandé de traiter la navette gazeuse contenant l'oléfine non convertie et l'oxygène pour éliminer l'oxygène. Ce traitement peut être réalisé par exemple par l'utilisation d'une pervaporation au moyen de membranes
25 ou encore par un traitement chimique par exemple au moyen de sulfite.

L'oxiranne qui peut être préparé par le procédé selon l'invention est un composé organique comprenant un groupement répondant à la formule générale :



30

L'oxiranne contient généralement de 2 à 10 atomes de carbone, de préférence de 3 à 6 atomes de carbone. Les oxirannes qui peuvent être préparés de manière avantageuse par le procédé selon l'invention sont le 1,2-époxypropane et le 1,2-époxy-3-chloropropane. L'oxiranne préféré est le
35 1,2-époxypropane.

Les oléfines qui conviennent bien dans le procédé selon l'invention contiennent généralement de 2 à 10 atomes de carbone et de manière préférée, 3 à 6 atomes de carbone. Le propylène, le butylène et le chlorure d'allyle conviennent bien. Le propylène et le chlorure d'allyle sont préférés et tout
5 particulièrement le propylène.

Dans le procédé selon l'invention il peut s'avérer intéressant de contrôler le pH de la phase liquide. Par exemple, il peut être intéressant de maintenir le pH de la phase liquide lors de la réaction entre l'oléfine et le composé peroxydé à une valeur de 4,8 à 6,5, par exemple par addition d'une base (hydroxyde de sodium) au milieu d'époxydation, comme recommandé dans la demande de
10 brevet WO 99/48882 de la demanderesse (dont le contenu est incorporé par référence dans la présente demande de brevet). Cette base peut être introduite dans un seul réacteur (par exemple, le premier réacteur) ou dans plusieurs réacteurs. Elle est de préférence introduite dans chaque réacteur.

La réaction entre l'oléfine et le composé peroxydé peut s'effectuer en présence d'un sel tel que le chlorure de sodium, comme décrit dans la demande de brevet WO EP99/08703 de la demanderesse (dont le contenu est incorporé par référence dans la présente demande de brevet). Ce sel peut être introduit dans un
15 seul réacteur (par exemple, le premier réacteur) ou dans plusieurs réacteurs. Il est de préférence introduit dans chaque réacteur.

Il peut être avantageux d'introduire l'oléfine à l'état dilué dans un ou plusieurs alcanes. Par exemple, on peut introduire dans les réacteurs d'époxydation un fluide contenant l'oléfine et également au moins 10 % (en particulier 20%, par exemple au moins 30 %) en volume d'un ou plusieurs
25 alcanes. Par exemple, dans le cas du propylène, celui-ci peut être mélangé avec au moins 10 % en volume de propane lorsqu'on introduit dans le réacteur le propylène non converti recyclé. Il peut également s'agir d'une source de propylène incomplètement épurée en propane.

Le procédé selon l'invention donne les meilleurs résultats lorsque
30 l'oxiranne est l'oxyde de propylène, l'oléfine est le propylène, le composé peroxydé est le peroxyde d'hydrogène, le solvant est le méthanol et le catalyseur contient du TS-1.

Les exemples qui suivent sont destinés à illustrer la présente invention sans toutefois en limiter la portée.

35 Les exemples 1 et 2 ont été calculés au moyen du logiciel ASPEN PLUS® de la société ASPEN TECHNOLOGY INC. à l'aide des paramètres cinétiques de

la réaction déterminés sur base des essais expérimentaux décrits et des équilibres liquide-vapeur disponibles dans la littérature.

Exemple 1

5 Dans cet exemple, la synthèse de l'oxyde de propylène est effectuée dans 2 réacteurs en série avec séparation intermédiaire de l'oxyde de propylène formé au premier réacteur dans une première colonne de rectification. Le mélange soutiré en tête de cette première colonne de rectification, après séparation de la majeure partie du propylène non-converti, est mélangé avec l'effluent du second

10 réacteur et alimenté à une seconde colonne de rectification qui sépare en tête l'oxyde de propylène formé et le solde du propylène et en pied le méthanol, l'eau, le peroxyde d'hydrogène non-converti et les sous-produits ; le pied de cette seconde colonne est envoyé dans une troisième colonne de rectification pour séparer en tête le méthanol et en pied un effluent aqueux.

15 326.5 kmol/h de peroxyde d'hydrogène accompagné de 1100 kmol/h d'eau sont mélangés à 1500 kmol/h de méthanol, à 600 kmol/h de propylène et à la fraction recyclée du pied de la colonne de rectification du milieu réactionnel quittant le premier étage de réaction sous une pression suffisante pour solubiliser tout le propylène à la température de réaction. Le mélange réactionnel est

20 introduit en continu à 70°C dans un réacteur méthodique contenant 600 kg de catalyseur. Le réacteur est maintenu à 70 °C par un système de réfrigération adéquat.

L'effluent du réacteur est dirigé vers une première colonne de rectification contenant 60 plateaux théoriques (y compris condenseur et bouilleur) ;

25 l'alimentation est effectuée au niveau du 7^{ème} plateau théorique (compté à partir du condenseur) ; la colonne est opérée à 1.1 bar absolu (pression de tête de colonne) ; la température de tête de colonne est maintenue à 40°C (distillat partiellement vaporisé) ; le taux de reflux molaire est fixé à 2 ; le débit total de distillat est ajusté de façon à récupérer dans le distillat 98% de l'oxyde de

30 propylène présent dans l'alimentation.

Le mélange soutiré en pied de cette première colonne, appauvri en oxyde de propylène, est divisé en deux fractions, la première qui contient 90% volume du mélange est recyclée à l'alimentation du premier réacteur ; la seconde qui contient le solde du mélange obtenu en pied de la colonne de rectification est

35 mélangée à 100 kmol/h de propylène à une pression suffisante pour solubiliser l'entière du propylène à la température de réaction et introduit en continu à

- 17 -

70 °C dans un second réacteur méthodique contenant 820 kg de catalyseur et maintenu à 70°C par un système de réfrigération adéquat.

Le flux vapeur produit en tête de la première colonne de rectification est envoyé dans un condenseur maintenu à -20°C ; le liquide condensé est séparé de la vapeur, mélangé au distillat liquide produit en tête de la première colonne de rectification et dirigé vers une seconde colonne de rectification contenant 48 plateaux théoriques (y compris condenseur et bouilleur) ce mélange étant alimenté au niveau du 8^{ème} plateau théorique (compté à partir du condenseur) ; l'effluent du second est également dirigé vers cette seconde colonne de rectification ; il est alimenté au niveau du 20^{ème} plateau théorique (compté à partir du condenseur) ; la colonne est opérée à 2.2 bar absolu (pression de tête de colonne) ; le taux de reflux molaire est fixé à 2 ; la température de tête est ajustée de façon à condenser totalement les vapeurs de tête de colonne ; le débit de distillat est ajusté de façon à assurer une teneur de 1 g/kg en oxyde de propylène en pied de colonne.

Le mélange produit en pied de la seconde colonne de rectification est dirigé vers une troisième colonne de rectification contenant 30 plateaux théoriques (y compris condenseur et bouilleur) ; l'alimentation est effectuée au niveau du 15^{ème} plateau théorique (compté à partir du condenseur) ; la colonne est opérée à 1. bar absolu (pression de tête de colonne) la température de tête est ajustée de façon à condenser totalement les vapeurs de tête de colonne ; le taux de reflux massique est fixé à 0.7 ; le débit de distillat est ajusté de façon à assurer une teneur de 1 g/kg en méthanol en pied de colonne. Le distillat produit en tête de la troisième colonne de rectification comprend la majeure partie du méthanol présent dans l'alimentation du premier réacteur ; il est recyclé tel quel à l'alimentation du premier réacteur.

L'effluent produit en pied de la troisième colonne de rectification contient 0.04 kmol/h de peroxyde d'hydrogène non converti, 0.8 kmol/h de méthanol et 13.8 kmol/h de sous-produits (methoxypropanol et propanediol principalement) ; le rendement en C3 atteint 95.7 % pour un taux de conversion du peroxyde d'hydrogène de 99.99%. La consommation d'énergie au bouilleur de la seconde colonne de rectification s'élève à 14000 kW et celle au bouilleur de la troisième colonne à 25300 kW soit une consommation totale pour les 2 colonnes de 39300 kW.

Exemple 2

Dans cet exemple, la synthèse de l'oxyde de propylène est effectuée dans 2 réacteurs en série avec séparation intermédiaire de l'oxyde de propylène formé au premier réacteur dans une première colonne de rectification. Le mélange soutiré en tête de cette première colonne de rectification, après séparation de majeure partie du propylène non-converti, est alimenté à une seconde colonne de rectification qui sépare en tête l'oxyde de propylène formé et le solde du propylène et en pied le méthanol, l'eau, le peroxyde d'hydrogène et les sous-produits entraînés dans le distillat de la première colonne de rectification ; le pied de cette colonne est recyclé directement au premier réacteur ; l'effluent du second réacteur est envoyé dans une troisième colonne de rectification pour séparer en tête le méthanol et l'oxyde de propylène contenu dans l'alimentation de la colonne et en pied un effluent aqueux ; le mélange produit en tête de la troisième colonne de rectification est recyclé au premier réacteur sans purification supplémentaire.

326.5 kmol/h de peroxyde d'hydrogène accompagné de 1100 kmol/h d'eau sont mélangés à 1500 kmol/h de méthanol, à 600 kmol/h de propylène et à la fraction recyclée du pied de la colonne de rectification du milieu réactionnel quittant le premier étage de réaction sous une pression suffisante pour solubiliser tout le propylène à la température de réaction. Le mélange réactionnel est introduit en continu à 70°C dans un réacteur méthodique contenant 600 kg de catalyseur. Le réacteur est maintenu à 70 °C par un système de réfrigération adéquat.

L'effluent du réacteur est dirigé vers une première colonne de rectification contenant 60 plateaux théoriques (y compris condenseur et bouilleur) ; l'alimentation est effectuée au niveau du 7^{ème} plateau théorique (compté à partir du condenseur) ; la colonne est opérée à 1.1 bar absolu (pression de tête de colonne) ; la température de tête de colonne est maintenue à 40°C (distillat partiellement vaporisé) ; le taux de reflux molaire est fixé à 2 ; le débit total de distillat est ajusté de façon à récupérer dans le distillat 98% de l'oxyde de propylène présent dans l'alimentation.

Le mélange soutiré en pied de cette première colonne, appauvri en oxyde de propylène, est divisé en deux fractions, la première qui contient 90% volume du mélange est recyclée à l'alimentation du premier réacteur ; la seconde qui contient le solde du mélange obtenu en pied de la colonne de rectification est mélangée à 100 kmol/h de propylène à une pression suffisante pour solubiliser l'entièreté du propylène à la température de réaction et introduit en continu à

70°C dans un second réacteur méthodique contenant 820 kg de catalyseur et maintenu à 70°C par un système de réfrigération adéquat.

Le flux vapeur produit en tête de la première colonne de rectification est envoyé dans un condenseur maintenu à -20°C ; le liquide condensé est séparé de la vapeur, mélangé au distillat liquide produit en tête de la première colonne de rectification et dirigé vers une seconde colonne de rectification contenant 48 plateaux théoriques (y compris condenseur et bouilleur) ce mélange étant alimenté au niveau du 8^{ème} plateau théorique (compté à partir du condenseur) ; la colonne est opérée à 2.2 bar absolu (pression de tête de colonne) ; le taux de reflux molaire est fixé à 2 ; la température de tête est ajustée de façon à condenser totalement les vapeurs de tête de colonne ; le débit de distillat est ajusté de façon à assurer une teneur de 1 g/kg en oxyde de propylène en pied de colonne.

L'effluent du second réacteur est dirigé vers une troisième colonne de rectification contenant 30 plateaux théoriques (y compris condenseur et bouilleur) ; l'alimentation est effectuée au niveau des 15 plateaux théoriques (compté à partir du condenseur) ; la colonne est opérée à 1. bar absolu (pression de tête de colonne) la température de tête est ajustée de façon à condenser totalement les vapeurs de tête de colonne ; le taux de reflux massique est fixé à 0.7 ; le débit de distillat est ajusté de façon à assurer une teneur de 1 g/kg en méthanol en pied de colonne. Le distillat produit en tête de la troisième colonne de rectification comprend la majeure partie du méthanol et de l'oxyde de propylène présent dans l'alimentation du premier réacteur ; il est recyclé tel quel à l'alimentation du premier réacteur.

L'effluent produit en pied de la troisième colonne de rectification contient 0.02 kmol/h de peroxyde d'hydrogène non converti, 0.8 kmol/h de méthanol et 16.0 kmol/h de sous-produits (methoxypropanol et propanediol principalement) ; le rendement en C3 atteint 95.1% pour un taux de conversion du peroxyde d'hydrogène de 99.99%. La consommation d'énergie au bouilleur de la seconde colonne de rectification s'élève à 11100 kW et celle au bouilleur de la troisième colonne à 15700 kW soit une consommation totale pour les 2 colonnes de 26800 kW.

REVENDICATIONS

- 1 - Procédé continu de fabrication d'oxiranne par réaction d'une oléfine avec un composé peroxydé en présence d'un catalyseur, d'un solvant et de l'eau dans une installation comprenant au moins un réacteur contenant le catalyseur et
- 5 au moins deux colonnes à distiller, selon lequel :
- on introduit dans le réacteur l'oléfine, le solvant, le composé peroxydé et l'eau,
 - on y effectue une époxydation de l'oléfine pour former l'oxiranne,
 - on soutire du réacteur un milieu comprenant l'oxiranne formé, l'oléfine

10 non convertie, le solvant, le composé peroxydé non consommé, l'eau et éventuellement des sous-produits,

 - on introduit le milieu dans une colonne à distiller (A),
 - on recueille en tête de la colonne (A) un mélange contenant la majeure partie de l'oxiranne formé et de l'oléfine non convertie, du solvant, de

15 l'eau, et éventuellement des sous-produits,

 - on introduit le mélange dans un condenseur pour éliminer une partie de l'oléfine non convertie,
 - on recueille le mélange appauvri en oléfine non convertie sous forme liquide,

20 - on introduit le mélange liquide dans une deuxième colonne à distiller (B),

 - on recueille en pied de la colonne (B) un mélange de solvant et d'eau que l'on recycle dans le réacteur, et
 - on recueille en tête de la colonne (B) un milieu à base d'oxiranne.
- 2 - Procédé selon la revendication 1, selon lequel on introduit le milieu
- 25 recueilli en tête de la colonne (B) dans une troisième colonne à distiller (C), on recueille en tête de la colonne (C) de l'oléfine non convertie que l'on recycle dans le réacteur.
- 3 - Procédé selon la revendication 2, selon lequel on introduit le milieu
- 30 recueilli en pied de la colonne (C) dans une quatrième colonne à distiller (D), on recueille en tête de la colonne (D) l'oxiranne formé et en pied de la colonne (D) un milieu contenant des sous-produits que l'on recycle dans la colonne (B).

4 - Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 3, selon lequel le réacteur est constitué de deux réacteurs disposés en parallèle, les deux réacteurs pouvant opérer simultanément ou alternativement.

5 5 - Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 4, selon lequel le milieu soutiré du réacteur est d'abord soumis à une détente avant de l'introduire dans la colonne (A).

6 - Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 5, dans lequel le catalyseur est présent dans le réacteur sous forme de particules dont une partie au moins se trouve à l'état fluidisé.

10 7 - Procédé selon la revendication 6, dans lequel le milieu sortant du réacteur passe à travers un filtre avant d'être introduit dans la colonne (A) ou, le cas échéant, avant d'être soumis à la détente.

15 8 - Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 7, selon lequel l'installation comporte au moins deux réacteurs disposés en série, dont chacun contient une partie du catalyseur, et au moins trois colonnes à distiller, et selon lequel :

- on introduit dans un premier réacteur une première partie de l'oléfine, le solvant et le composé peroxydé,
- on y effectue une époxydation de la première partie de l'oléfine pour
20 former une première partie de l'oxiranne,
- on soutire de ce premier réacteur un milieu comprenant la première partie d'oxiranne formé, le solvant, l'oléfine non convertie, le composé peroxydé non consommé et éventuellement des sous-produits,
- on introduit le milieu dans une première colonne à distiller (A),
25 - on recueille en tête de la colonne (A) un premier mélange contenant la majeure partie de l'oxiranne formé et de l'oléfine non convertie, du solvant, de l'eau et éventuellement des sous-produits,
- on recueille en pied de la colonne (A) un premier milieu appauvri en oxiranne contenant du solvant, de l'oléfine non convertie, du composé peroxydé non consommé et éventuellement des sous-produits,
30 - on introduit dans un deuxième réacteur le premier milieu appauvri en oxiranne, une deuxième partie de l'oléfine et éventuellement une deuxième partie du composé peroxydé,

- 22 -

- on y effectue une époxydation de la deuxième partie de l'oléfine pour former une deuxième partie de l'oxiranne,
- on soutire de ce deuxième réacteur un milieu comprenant la deuxième partie d'oxiranne formé, du solvant, de l'oléfine non convertie, du composé peroxydé non consommé et éventuellement des sous-produits,
- 5 - on introduit le milieu dans une autre colonne à distiller (A'),
- on recueille en tête de la colonne (A') un deuxième mélange contenant la majeure partie de l'oxiranne formé et de l'oléfine non convertie, du solvant, de l'eau et éventuellement des sous-produits,
- 10 - on recueille en pied de la colonne (A') un deuxième milieu appauvri en oxiranne contenant du solvant, de l'oléfine non convertie, du composé peroxydé non consommé et éventuellement des sous-produits,
- on introduit chacun des premier et deuxième mélanges contenant la majeure partie de l'oxiranne formé et l'oléfine non convertie dans un
- 15 condenseur pour séparer une partie de l'oléfine non convertie,
- on soutire de chaque condenseur un mélange appauvri en oléfine non convertie sous forme liquide,
- on introduit le mélange liquide dans une deuxième colonne à distiller (B),
- on recueille en pied de la colonne (B) un mélange de solvant et d'eau que
- 20 l'on recycle dans le premier réacteur, et
- on recueille en tête de la colonne (B) un milieu à base d'oxiranne.

9 - Procédé selon la revendication 8, dans lequel l'entièrete du composé peroxydé est introduite dans le premier réacteur.

10 - Procédé selon la revendication 8 ou 9, selon lequel :

- 25 - on introduit, dans un troisième réacteur, une troisième partie de l'oléfine, le deuxième milieu recueilli en pied de la colonne (A'), et éventuellement une troisième partie du composé peroxydé,
- on y effectue une époxydation de la troisième partie d'oléfine pour former une troisième partie de l'oxiranne,
- 30 - on soutire de ce troisième réacteur un milieu comprenant la troisième partie d'oxiranne, le solvant, l'oléfine non convertie, éventuellement le composé peroxydé non consommé et éventuellement des sous-produits,
- on introduit ce milieu dans encore une autre colonne à distiller (A''),
- on recueille en tête de la colonne (A'') un milieu que l'on recycle, après
- 35 condensation, dans le premier réacteur,

- 23 -

- on recueille en pied de la colonne (A'') un effluent aqueux.

11 - Procédé selon l'une quelconque des revendications 1 à 9, dans lequel l'oxiranne est l'oxyde de propylène, l'oléfine est le propylène, le composé peroxydé est le peroxyde d'hydrogène, le solvant est le méthanol et le catalyseur
5 contient du TS-1.

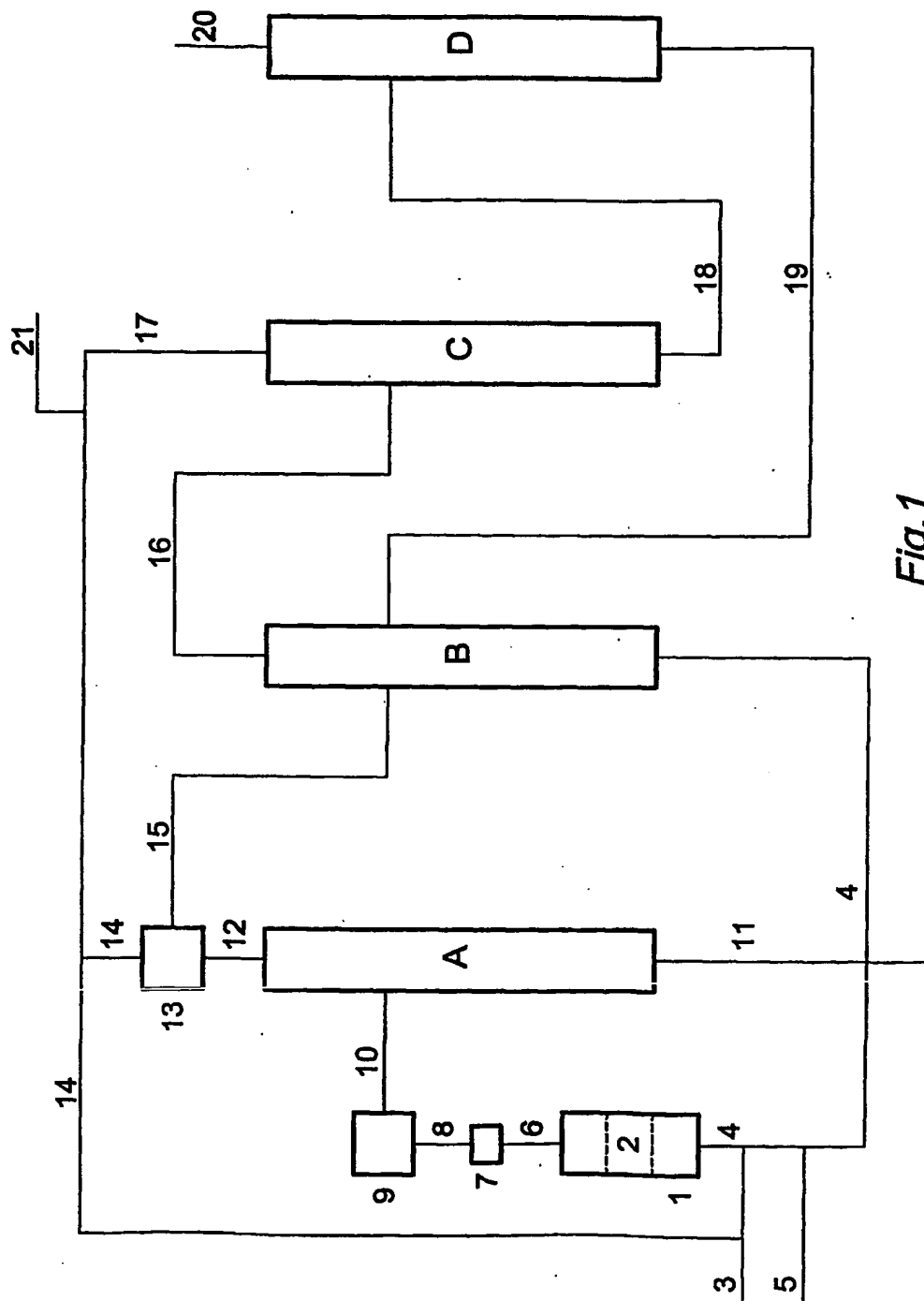


Fig.1

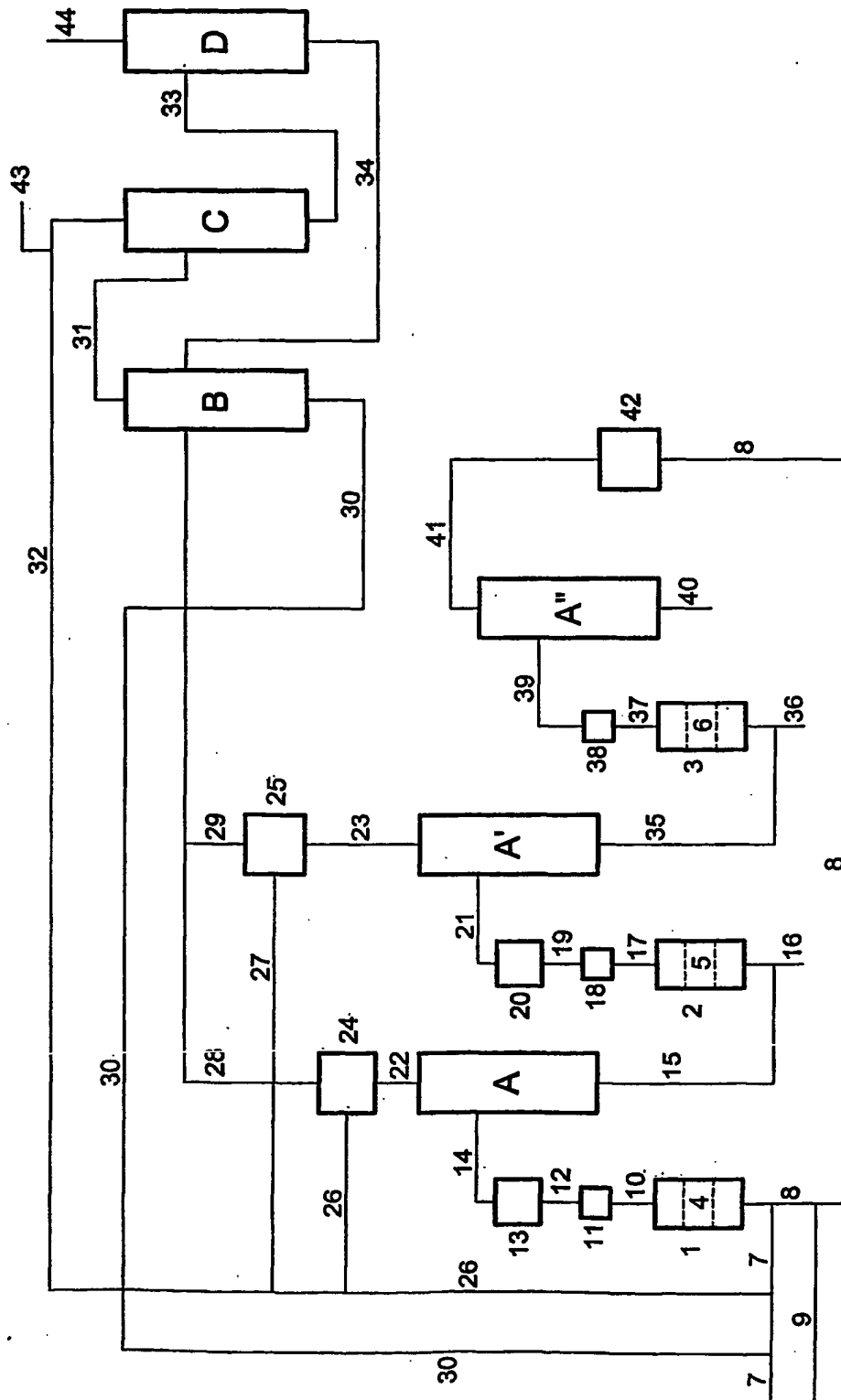


Fig.2

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International Application No.
EP 01/07269

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER

IPC 7 C07D301/12

According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC

B. FIELDS SEARCHED

Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols)

IPC 7 C07D

Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched

Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practical, search terms used)

CHEM ABS Data, EPO-Internal

C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category *	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
A	WO 99 32472 A (ARCO CHEMICAL TECHNOLOGY) 1 July 1999 (1999-07-01) cited in the application the whole document	1-11
A	WO 99 48883 A (SOLVAY S.A.) 30 September 1999 (1999-09-30) the whole document	1-11
A	US 3 632 482 A (SADOK E. HOORY) 4 January 1972 (1972-01-04) the whole document	1-11
A	US 5 274 138 A (KENNETH P. KEATING) 28 December 1993 (1993-12-28) the whole document	1-11
	-/-	

☒ Further documents are listed in the continuation of box C.

☒ Patent family members are listed in annex.

* Special categories of cited documents:

A document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance

E earlier document but published on or after the international filing date

L document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified)

O document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means

P document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed

T later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention

X document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone

Y document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art.

Z document member of the same patent family

Date of the actual completion of the international search

1 November 2001

Date of mailing of the international search report

08/11/2001

Name and mailing address of the ISA

European Patent Office, P.B. 5818 Patentlaan 2
NL - 2280 HV Rijswijk
Tel. (+31-70) 340-2040, Tx. 31 651 epo nl,
Fax: (+31-70) 340-3016

Authorized officer

Beslier, L

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International Application No
PCT/EP 01/07269

C. (Continuation) DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category *	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
A	US 4 070 253 A (WILLI HOFEN) 24 January 1978 (1978-01-24) the whole document	1-11
A	US 5 354 430 A (WILLIAM K. CULBRETH, III) 11 October 1994 (1994-10-11) the whole document	1-11

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International Application No.
.../EP 01/07269

Patent document cited in search report		Publication date	Patent family member(s)	Publication date
WO 9932472	A	01-07-1999	US 5849937 A AU 1026099 A BR 9813834 A CN 1282328 T WO 9932472 A1 EP 1047681 A1	15-12-1998 12-07-1999 21-11-2000 31-01-2001 01-07-1999 02-11-2000
WO 9948883	A	30-09-1999	BE 1011852 A3 AU 3520899 A BR 9909050 A CN 1294585 T WO 9948883 A1 EP 1066275 A1 HU 0101893 A2 NO 20004738 A PL 343066 A1	01-02-2000 18-10-1999 05-12-2000 09-05-2001 30-09-1999 10-01-2001 28-09-2001 12-10-2000 30-07-2001
US 3632482	A	04-01-1972	NL 7007779 A	11-03-1971
US 5274138	A	28-12-1993	CA 2101006 A1 DE 69400645 D1 DE 69400645 T2 EP 0608093 A1 JP 6247952 A	22-07-1994 14-11-1996 13-02-1997 27-07-1994 06-09-1994
US 4070253	A	24-01-1978	DE 2519292 A1 BE 841202 A1 FR 2309550 A1 GB 1488639 A IT 1059411 B JP 1259403 C JP 51133211 A JP 59038233 B	11-11-1976 28-10-1976 26-11-1976 12-10-1977 31-05-1982 12-04-1985 18-11-1976 14-09-1984
US 5354430	A	11-10-1994	CA 2134319 A1 DE 69401115 D1 DE 69401115 T2 EP 0649844 A1 JP 7309853 A	27-04-1995 23-01-1997 03-04-1997 26-04-1995 28-11-1995

RAPPORT DE RECHERCHE INTERNATIONALE

I
de Internationale No
rvi/EP 01/07269

A. CLASSEMENT DE L'OBJET DE LA DEMANDE
CIB 7 C07D301/12

Selon la classification internationale des brevets (CIB) ou à la fois selon la classification nationale et la CIB

B. DOMAINES SUR LESQUELS LA RECHERCHE A PORTE

Documentation minimale consultée (système de classification suivi des symboles de classement)

CIB 7 C07D

Documentation consultée autre que la documentation minimale dans la mesure où ces documents relèvent des domaines sur lesquels a porté la recherche

Base de données électronique consultée au cours de la recherche internationale (nom de la base de données, et si réalisable, termes de recherche utilisés)

CHEM ABS Data, EPO-Internal

C. DOCUMENTS CONSIDERES COMME PERTINENTS

Catégorie *	Identification des documents cités, avec, le cas échéant, l'indication des passages pertinents	no. des revendications visées
A	WO 99 32472 A (ARCO CHEMICAL TECHNOLOGY) 1 juillet 1999 (1999-07-01) cité dans la demande le document en entier ---	1-11
A	WO 99 48883 A (SOLVAY S.A.) 30 septembre 1999 (1999-09-30) le document en entier ---	1-11
A	US 3 632 482 A (SADOK E. HOORY) 4 janvier 1972 (1972-01-04) le document en entier ---	1-11
A	US 5 274 138 A (KENNETH P. KEATING) 28 décembre 1993 (1993-12-28) le document en entier ---	1-11
	-/-	

☒ Voir la suite du cadre C pour la fin de la liste des documents

☒ Les documents de familles de brevets sont indiqués en annexe

*** Catégories spéciales de documents cités:**

- *A* document définissant l'état général de la technique, non considéré comme particulièrement pertinent
- *E* document antérieur, mais publié à la date de dépôt international ou après cette date
- *L* document pouvant jeter un doute sur une revendication de priorité ou cité pour déterminer la date de publication d'une autre citation ou pour une raison spéciale (telle qu'indiquée)
- *O* document se référant à une divulgation orale, à un usage, à une exposition ou tous autres moyens
- *P* document publié avant la date de dépôt international, mais postérieurement à la date de priorité revendiquée

T document ultérieur publié après la date de dépôt international ou la date de priorité et n'appartenant pas à l'état de la technique pertinent, mais cité pour comprendre le principe ou la théorie constituant la base de l'invention

X document particulièrement pertinent; l'invention revendiquée ne peut être considérée comme nouvelle ou comme impliquant une activité inventive par rapport au document considéré isolément

Y document particulièrement pertinent; l'invention revendiquée ne peut être considérée comme impliquant une activité inventive lorsque le document est associé à un ou plusieurs autres documents de même nature, cette combinaison étant évidente pour une personne du métier

Z document qui fait partie de la même famille de brevets

Date à laquelle la recherche internationale a été effectivement achevée

1 novembre 2001

Date d'expédition du présent rapport de recherche internationale

08/11/2001

Nom et adresse postale de l'administration chargée de la recherche internationale
Office Européen des Brevets, P.B. 5818 Patentlaan 2
NL - 2280 HV Rijswijk
Tel. (+31-70) 340-2040, Tx. 31 651 epo nl,
Fax (+31-70) 340-3016

Fonctionnaire autorisé

Beslier, L

RAPPORT DE RECHERCHE INTERNATIONALE

de Internationale No
PCT/EP 01/07269

C.(suite) DOCUMENTS CONSIDERES COMME PERTINENTS

Catégorie	Identification des documents cités, avec, le cas échéant, l'indication des passages pertinents	no. des revendications visées
A	US 4 070 253 A (WILLI HOFEN) 24 janvier 1978 (1978-01-24) le document en entier ----	1-11
A	US 5 354 430 A (WILLIAM K. CULBRETH, III) 11 octobre 1994 (1994-10-11) le document en entier -----	1-11

RAPPORT DE RECHERCHE INTERNATIONALE

Id Internationale No
PCT/EP 01/07269

Document brevet cité au rapport de recherche		Date de publication	Membre(s) de la famille de brevet(s)		Date de publication
WO 9932472	A	01-07-1999	US	5849937 A	15-12-1998
			AU	1026099 A	12-07-1999
			BR	9813834 A	21-11-2000
			CN	1282328 T	31-01-2001
			WO	9932472 A1	01-07-1999
			EP	1047681 A1	02-11-2000
WO 9948883	A	30-09-1999	BE	1011852 A3	01-02-2000
			AU	3520899 A	18-10-1999
			BR	9909050 A	05-12-2000
			CN	1294585 T	09-05-2001
			WO	9948883 A1	30-09-1999
			EP	1066275 A1	10-01-2001
			HU	0101893 A2	28-09-2001
			NO	20004738 A	12-10-2000
			PL	343066 A1	30-07-2001
US 3632482	A	04-01-1972	NL	7007779 A	11-03-1971
US 5274138	A	28-12-1993	CA	2101006 A1	22-07-1994
			DE	69400645 D1	14-11-1996
			DE	69400645 T2	13-02-1997
			EP	0608093 A1	27-07-1994
			JP	6247952 A	06-09-1994
US 4070253	A	24-01-1978	DE	2519292 A1	11-11-1976
			BE	841202 A1	28-10-1976
			FR	2309550 A1	26-11-1976
			GB	1488639 A	12-10-1977
			IT	1059411 B	31-05-1982
			JP	1259403 C	12-04-1985
			JP	51133211 A	18-11-1976
			JP	59038233 B	14-09-1984
US 5354430	A	11-10-1994	CA	2134319 A1	27-04-1995
			DE	69401115 D1	23-01-1997
			DE	69401115 T2	03-04-1997
			EP	0649844 A1	26-04-1995
			JP	7309853 A	28-11-1995